

**KESETIMBANGAN UAP CAIR
SISTEM BINAIK PADA DISTILASI
BATCH N-HEXANE-AIR**

**Oleh:
Ir. Ely Kurniati, MT**

Keseimbangan Uap Cair Sistem Binair Pada Distilasi Batch N-Hexane-Air

Hak Cipta © pada Penulis, hak penerbitan ada pada Penerbit UPN Press

Penulis : Ir. Ely Kurniati, MT
Diset dengan : MS- Word Font Times New Roman 11 pt.
Halaman Isi : 40
Ukuran Buku : 16.5 x 23 cm
Cetakan I : 2011
Editor : Ir. Sutiyono, MT
Perancang Sampul : Santoso, SE
Penerbit : UPN Press
Jl Raya Rungkut Madya – Gunung Anyar
Surabaya, 60294
Telp. (031) 8706369

ISBN : 978 – 602 – 8915 – 60 -1

Kata Pengantar

Dengan mengucapkan puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan karunia beserta rahmat dan hidayah-Nya kepada kita semua. Sehingga penyusun diberikan kekuatan dan kelancaran dalam menyelesaikan buku yang berjudul “Keseimbangan Uap Cair Sistem Binair Pada Distilasi Batch N-Hexane-Air”. Dalam rangka memenuhi khazanah ilmu pengetahuan. Buku ini kami susun dari pengalaman lapangan yang telah kami peroleh selama ini dan dikombinasikan dengan teori dari berbagai narasumber.

Kami menyadari bahwa isi buku ini belumlah mendalam, baik secara materi maupun cara penyajiannya. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun senantiasa penyusun harapkan demi perbaikan penyusunan laporan selanjutnya.

Akhir kata, penyusun menyapaikan maaf atas kesalahan yang terdapat dalam laporan penelitian ini. Semoga dapat bermanfaat bagi penyusun sendiri dan semua pembaca agar dapat dijadikan dasar penelitian selanjutnya.

Surabaya, Juni 2011

Penyusun

INTISARI

Distilasi adalah suatu proses pemisahan komponen-komponen dalam suatu campuran berfase liquida berdasarkan perbedaan titik didihnya.

Tujuan penelitian ini adalah untuk mempelajari kesetimbangan dari sistim Binair serta untuk mendapatkan suatu bentuk persamaan yang sesuai sehingga bisa didapat suatu data kesetimbangan yang cukup memadai. Dengan pembatasan perhatian pada campuran biner polar-polar, anggapan sebagai gas non ideal dan parameter atmosferik dari literatur sebagai perhitungannya.

Peubah yang digunakan dalam penelitian antara lain :

1. Peubah tetap

- Volume umpan 300 ml
- Anggapan tekanan 1 atmosfer = 760 mmHg
- Sistem : N – Hexane - Air

2. Peubah berubah:

- Komposisi umpan (fraksi mol) = 0,2 , 0,4 , 0,6 , 0,8
- Peubah berubah sebagai respon adalah temperature °C

Hasil penelitian terhadap Sistim Binair N-Hexane-Air dengan anggapan sebagai gas non ideal menunjukkan bahwa bentuk persamaan Wilson lebih sesuai untuk sistim tersebut.

Pembuktian sebagai gas non ideal dilakukan dengan tes konsistensi Thermodinamika yang menunjukkan sistim tersebut mempunyai ketidakstabilan yang cukup rendah.

DAFTAR ISI

Kata Pengantar	i
Intisari.....	ii
Daftar Isi... ..	iii
BAB I PENDAHULUAN	1
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	3
BAB III PELAKSANAAN PENELITIAN.....	16
BAB IV HASIL PENGAMATAN DAN PEMBAHASAN.....	20
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....	29
DAFTAR PUSTAKA	

BAB I PENDAHULUAN

Distilasi merupakan suatu proses pemisahan campuran dalam fasa liquid menjadi beberapa komponennya berdasarkan perbedaan titik didih komponennya, yang merupakan bagian dari salah satu operasi pada penelitian dibidang kimia.

Dalam perencanaan proses distilasi untuk mendapatkan suatu produk yang diinginkan, diperlukan kondisi operasi optimal, diantaranya : komposisi dan suhu dari umpan dan produk, temperatur maupun tekanan operasi. Umumnya kondisi-kondisi tersebut dibaca sebagai data kesetimbangan, yang bisa diperoleh dari data literatur atau dari percobaan yang terbatas.

Dalam kasus-kasus khusus, data yang tersedia mungkin tidak ditemukan atau tidak lengkap sehingga perlu mengolah data yang terbatas itu secara ekstrapolasi atau interpolasi sedemikian rupa sehingga menjadi suatu data yang sebaik-baiknya. Selain itu untuk mendapatkan data kesetimbangan yang benar dan tepat tentunya tidak terlepas dari kesesuaian pemilihan dan penggunaan bentuk model persamaan yang berhubungan dengan sifat dan campuran binair yang didistilasi. Pemilihan dan penggunaan model persamaan dilakukan dengan cara perhitungan numerik dari data-data yang diolah terlebih dahulu, dengan demikian data yang diperoleh akan lebih spesifik.

Meskipun sekarang ini metode – metode prediksi makin maju dan telah banyak tersedia banyak data VLE diliteratur untuk berbagai kombinasi namun tidak semua data dipublikasikan konsisten secara termodinamika selain itu untuk memberikan hasil yang dapat dipercaya, penggunaan peralatan untuk pengukuran yang cepat dan akurat lebih dianjurkan daripada hanya mengevaluasi data yang ada diliteratur. (Rogalski 1980) Untuk itu

pengukuran data VLE masih perlu dilakukan dan penelitian ini dilakukan untuk mendapatkan data VLE sistem binair (N – Hexane – Air).

Data kesetimbangan uap-cair yang layak dan akurat selain dibutuhkan untuk proses design engineering juga dapat memberikan informasi yang sangat berguna untuk memahami sifat dan kelakuan dari campuran. Penggunaan persamaan koefisien aktifitas cukup penting karena selain digunakan sebagai acuan dalam memahami sifat dan kelakuan dari campuran juga digunakan untuk menentukan suatu bentuk persamaan yang sesuai dengan sistem binair dan juga untuk menentukan data kesetimbangan dari sistem tersebut.

1.2 Tujuan

- Untuk mendapatkan kurva kesetimbangan uap-cair sistem binair dari N-Hexane-Air.

1.3 Manfaat

Manfaat dari penelitian kali ini, yaitu :

- Membuat kurva kesetimbangan uap-cair sistem binair dari N-Hexane-Air.
- Mendapatkan suatu data kesetimbangan uap-cair yang cukup memadai dari data keadaan sistem binair percobaan tersebut melalui persamaan yang ada di literatur.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Distilasi

Proses distilasi digunakan untuk memisahkan komponen dari suatu campuran berdasarkan perbedaan titik didih komponennya. Pada proses ini distilat yang dihasilkan mempunyai komposisi dan karakter yang berbeda dari campurannya. Klasifikasi distilasi berdasarkan jumlah komponen dalam campurannya yaitu :

1. Distilasi Binair : Bila campuran yang akan didistilasi terdiri dari dua komponen.
2. Distilasi Multi Komponen : Bila campuran yang akan terdiri lebih dari dua komponen.

Berdasarkan penggunaannya berbagai proses distilasi antara lain :

a) Flash Distillation

Flash Distillation banyak digunakan untuk memisahkan komponen-komponen yang mempunyai titik didih yang besar, biasanya dengan cara kontinue akan terjadi penguapan suatu fraksi tertentu dari liquidida dengan menggunakan separator, dengan adanya waktu kontak yang cukup dianggap bahwa uap dan liquidida tersebut dalam keadaan setimbang. Uap yang keluar dari separator dikondensasikan dengan kondensor, sedang liquidnya keluar dari bagian bawah separator. Pada proses ini dianggap bahwa semua komponen yang ada dalam fase liquidida dan fase uap atau kedua fase yang berkontak mempunyai temperature dan tekanan yang sama.

b) Differential Distillation

Adalah distillation yang dilakukan secara batch dimana campuran di distilasi berdasarkan yaitu dengan cara memanaskan campuran sampai titik didihnya. Pada saat titik didihnya tercapai campuran mulai menguap

dan uap yang keluar dikondensasikan menjadi distilat dengan internal kondensor.

Dalam distilasi ini titik didih liquida akan naik perlahan-lahan dengan makin berkurangnya komponen-komponennya yang lebih volatile sehingga posisi liquida akan berubah secara kontinue, demikian juga sama halnya setiap saat terjadi kesetimbangan antara uap yang terbentuk dan liquidanya.

c) Steam Distillation

Adalah distilasi suatu campuran liquida dengan media pemanas steam (uap) yaitu steam yang dikontakkan secara langsung dengan sistem campuran liquida yang didistilasi dalam suatu operasi batch atau kontinue. Sebenarnya gas-gas lain dapat juga digunakan sebagai pemanas seperti N₂, CO₂. Fluegas dan gas-gas lainnya.

d) Vacuum Distillation

Suatu campuran yang mempunyai titik didih tinggi akan memerlukan pemanasan yang cukup besar untuk memisahkan pada tekanan atmosfer untuk mengurangi pemanasan tersebut dilakukan pada tekanan rendah (vacuum) dimana titik vakum titik didih campuran akan turun.

2.2 Kurva Kesetimbangan

Suatu kesetimbangan uap liquida sangat ditentukan oleh fase yang dirumuskan sebagai berikut :

$$F = C - P + 2$$

Dimana : F = Jumlah derajat kebebasan

C = Jumlah komponen

P = Jumlah fasa

Karena kali ini hanya dibicarakan sistem-sistem komponen, jadi C = 2 dan fase yaitu uap-liquida jadi P = 2 maka derajat darajat sistem kebebasan

adalah:

$$F = 2 - 2 + 2$$

Ada beberapa cara untuk membuat kurva kesetimbangan :

- Hukum Rault
- Relative Volatility
- VLE Ratio
- Hukum Henry

• Hukum Rault

Berdasarkan Hukum Rault untuk larutan ideal dan binair

$$P_A = P_A \cdot X_A \dots\dots\dots (II. 1)$$

Dimana : P_A = Tekanan Partial komponen A dalam uap

P_A = Tekanan uap murni komponen A pada suhu yang sama

X_A = Mole fraksi komponen A dalam liquida

Sedangkan :

$$Y_A = \frac{P_A}{P_A + P_B} \dots\dots\dots (II.2)$$

Dari (II.1) dan (II.2) diperoleh:

$$Y_A = (P_A/P_t)X_A$$

Dimana : P_t = Tekanan total dari sistem

Karena tekanan uap setiap komponen tergantung pada temperaturnya maka untuk larutan yang (dianggap) ideal dapat digambarkan "Boiling Point Diagram" dan kurva "Kesetimbangan".

• Relative Volatility

Cara lain untuk membuat kurva kesetimbangan adalah dengan relative volatility (a) untuk larutan binair relative volatility komponen A (lebih volatile) terhadap komponen B (kurang volatile)

dapat dinyatakan sebagai:

$$\alpha_{AB} = \frac{Y_A/X_A}{Y_B/X_B} \dots\dots\dots(II.2)$$

Untuk larutan binair yang mengikuti hukum Roul, rumus diatas dapat dituliskan sebagai perbandingan tekanan uap murni komponen yang lebih volatile terhadap komponen yang kurang volatile yaitu :

$$\alpha_{AB} = P_A/P_B \dots\dots\dots(II.4)$$

Oleh karena harga relative volatility akan selalu besar dari satu makin besar harganya, makin mudah pula pemisahannya. Selanjutnya data kesetimbangan dapat dinyatakan dengan relative volatility sebagai berikut:

$$Y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \dots\dots\dots(II.5)$$

- VLE Ratio

Apabila fasa liquida dan uap tidak mengikuti hukum Roul, maka dapat dipergunakan "Vapor-Liquid Equilibrium Ratio", k_i yang dirumuskan sebagai berikut :

$$Y_A = K_A \cdot X_A \dots\dots\dots(II.6)$$

Dimana : $X_A = \frac{1 - K_B}{K_A - K_B} \dots\dots\dots(II.7)$

Harga K dapat diperoleh dengan cara perhitungan thermodinamika, tergantung pada suhu dan tekanan sistem. Untuk beberapa harga K dapat dilihat pada Perry, 3 rd ed, P.569.

- Hukum Henry

Hukum lain yang hampir sama dengan hukum Roul adalah hukum Henry dengan rumus :

$$P_A = H \cdot X_A \dots\dots\dots(II.8)$$

Dimana : P_A = Tekanan partial dari komponen

X_A = Mole fraksi A

H = Konstanta Henry pada suhu tertentu

Pada kenyataannya, hukum Henry ini berlaku dengan baik bila harga X_A sebaliknya Hukum Roul akan berlaku dengan baik bila harga X_B kecil

2.3 Kesetimbangan Fasa Uap-Cair

Untuk sistim biner kesetimbangan uap cair (VLE) yang ditinjau adalah sistim yang terdiri dua komponen pada tekanan atmosfer. Dalam kesetimbangan uap-cair berlaku :

$$f_i^v = f_i^1 \dots\dots\dots(1)$$

Dimana : f_i^v = Fugasitas komponen i dalam fase uap

f_i^1 = fugasitas komponen I dalam fase liquid

Untuk masing-masing komponen tersebut dapat dinyatakan dengan rumus:

$$f_i^v = y_i \cdot \Phi_i \cdot P \dots\dots\dots(2)$$

$$f_i^1 = X_i \cdot \Phi_i \cdot f_i \dots\dots\dots(3)$$

Sesuai dengan persamaan (1) maka :

$$y_i \cdot \Phi_i \cdot P = X_i \cdot \Phi_i \cdot f_i \dots\dots\dots(4)$$

$$f_i = \Phi_i^{sat} \cdot P_i^{sat} \cdot \exp$$

2.4 Koefisien Fugasitas

Koefisien komponen I dalam campuran fase gas (Φ_i^{sat}) dapat ditaksir dengan persamaan berikut:

$$\ln \Phi_i = \int_0^{Pr} (Z_i - 1) \frac{dPr}{Pr} \quad (5)$$

Harga $\frac{BP_c}{RT_c}$ korelasi oleh Pitzer diekspresikan menjadi:

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + wB^1 \quad \text{Sehingga} \quad z - 1 = Pr \frac{B^0 + wB^1}{Tr}$$

$$\text{dimana} \quad z = 1 + \left[\frac{BP_c}{RT_c} \right] \frac{P_c}{Tr} \quad (6)$$

sedangkan koefisien fugaritas

Sedangkan koefisien fugasitas komponen I pada tekanan jenuhnya dapat dicari dengan persamaan :

$$\ln \Phi_i^{sat} = \int_0^{Pr} (Z_i - 1) \frac{dPr}{Pr} \quad (7)$$

Dengan integrasi dan substitusi persamaan (6) dan (7) dengan (Z-1) korelasi didapat :

$$\ln \Phi_i^{sat} = \frac{Pr}{Tr} (B^0 + wB^1) \text{ dan} \quad (8)$$

$$\ln \Phi_i^{sat} = \frac{Pr}{Tr} (B^0 + wB^1) \quad (9)$$

Komponen I dapat dicari :

$$\Phi_I = \frac{\Phi_i}{\Phi_i^{sat}} \quad (10)$$

Dalam pengamatan ini persamaan keadaan yang dipakai adalah korelasi dari Pitzer karena sistem Binair yang digunakan merupakan senyawa polar. Persamaan umumnya dituliskan sebagai berikut :

$$L = -z + \frac{Pr}{Tr} \quad \text{Dimana : } z = PV / RT$$

w = accentric factor

Korelasi $z^{(0)}$ dan $z^{(1)}$ didasarkan pada data eksperimen atau persamaan yang dinyatakan sebagai fungsi *temperatur reduce* (Tr) dan *pressure reduce* (Pr):

$$z^{(0)} = 1 + B^{(0)}$$

$$z^{(1)} = B^{(1)} Pr / Tr$$

$$B^{(0)} = 0,083 - 0,042 / (Tr)^{1,6}$$

$$B^{(1)} = -0,139 - 0,172 / (Tr)^{4,2}$$

Sedangkan accentris factor dinyatakan dengan persamaan berikut :

$$\omega = -1,0 - \log (Pr^{sat})$$

Sifat Kimia dari N-Hexane

Sifat kimia dan kedua zat ini adalah berupa cairan yang tidak berwarna, yang bisa didapatkan dengan jalan fraksinasi distilasi minyak bumi dan digunakan sebagai pelarut. Beberapa macam alkana didapat dengan proses cracking minyak bumi. Homolog dan pentane sampai dengan

N-Hexane merupakan hidrokarbon alifatik yang masing-masing atom karbon terikat pada atom karbon lain. Alkana merupakan zat yang tidak larut dalam air. Pembuatan alkana yaitu dengan reaksi WURTZ (sintesa Wurtz) dan sintesa Corey House yang merupakan pengembangan dari sintesa Wurtz dan juga dengan cara reduksi alkil halida.

Reaksi-reaksi dari alkana yaitu :

1. Reaksi pembakaran yang menghasilkan CO_2 dan H_2O
2. Halogenasi yaitu dengan menggunakan senyawa halogen Cl dan Br, untuk F = sangat mudah/ekstrem bereaksi contohnya kalau direaksikan dengan CH_4 - CF_4 .
I = tidak ada reaksi.
3. Nitrasi yaitu dengan menggunakan pemanasan $400\text{-}500^\circ\text{C}$ dengan menggunakan NO_2 .

Sifat fisika N-Hexane

- Titik didih : $86,75^\circ\text{C}$
- Formula : C_6H_{14}
- Weight formula : 86,17
- Spesific gravity : 0,687
- Temperatur kritis : $507,9^\circ\text{K}$
- Tekanan kritis : 29,0 atm
- Volume kritis : $368 \text{ cm}^3/\text{gmol}$
- Zc : 0,264

(Himmelblau 5th edition)

Sifat kimia dari air

Air dapat mengalami ionisasi menghasilkan H_3O^+ dan OH^- dalam jumlah kecil. Apabila air mengalami ionisasi menjadi H^+ dan OH^- , proton tidak dilepaskan sebagai proton bebas. Sebaliknya, proton tersebut dipindahkan ke molekul air yang kedua, dimana molekul tersebut bertindak sebagai akseptor proton. Air dapat membentuk ikatan Hidrogen.

Air merupakan cairan yang tidak berwarna dan memiliki pH netral = 7, biasanya air digunakan sebagai pelarut. Mempunyai berat molekul 18,02 dan mendidih pada suhu 100°C .

Sifat fisis air :

- BM air : 18,02
- Boiling point : 100°C pada 1 atm
- Temperatur kritis : $647,3^\circ\text{K}$
- Tekanan kritis : 220,5 bar
- Zc : 0,229
- Volume kritis : 56

II.5 Koefisien aktifitas

Beberapa macam bentuk koefisien aktifitas, dimana yang didasarkan pada integrasi dari persamaan Gibbs – Duhem dengan berbagai asumsi telah ditunjukkan. Persamaan Vanlaar adalah persamaan sederhana yang biasa digunakan, persamaan Margules yang bisa menentukan koefisien aktifitas secara maxima maupun minima. Persamaan Wilson yang biasanya digunakan. Perkembangan dari persamaan tersebut mengarah pada perkiraan kesetimbangan uap – cair dari struktur molecular. Rao telah dibahas pada bab sebelumnya untuk preliminary equation dari koefisien aktifitas setiap komponen murni.

Persamaan Vanlaar :

$$\ln \gamma_1 = \frac{A_{12}}{(1 + A_{12}X_1/A_{12}X_2)^2} ; \ln \gamma_2 = \frac{A_{21}}{(1 + A_{21}X_2/A_{12}X_1)^2}$$

Persamaan Margules yaitu :

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 (A_{12} + 2 (A_{21} - A_{12})x_1) ; \ln \gamma_2 = x_1^2 (A_{21} + 2 (A_{12} - A_{21})x_2)$$

Persamaan Wilson yaitu ;

$$\ln \gamma_1^\infty = -\ln A_{12} + 1 - A_{21} ; \ln \gamma_2^\infty = -\ln A_{21} + 1 - A_{12}$$

Keuntungan dari persamaan Vanlaar dan Margules adalah persamaan tersebut sederhana dengan pembatasan koefisien pada infinite dilution sebagai antilog dari A_{12} dan A_{21} konstan. Pada persamaan Wilson, bagaimanapun pembatasan koefisien aktifitas pada infinite dilution fungsinya lebih kompleks ketetapan biner dan tidak berpengaruh secara langsung.

II.6. Landasan teori

Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah distilasi campuran biner yang saling melarutkan & dilakukan pada tekanan 1 atmosfer. Keseimbangan dari sistem biner menggambarkan komponen diantara fase uap – cair dikorelasikan lagi menjadi suatu data dalam bentuk $T - x - y$ dengan menggunakan persamaan VLE ratio. Dalam menentukan kurva keseimbangan yang mengikuti Hukum Roults telah dipecahkan dengan menggunakan prosedur yang sederhana & untuk campuran yang memebentuk larutan non ideal tekanan partial tiap komponen ini adalah sama dengan hasil kali tekanan uap murni komponennya dengan fraksi mol dalam larutan tersebut. Hukum Roults untuk sistem biner dapat ditulis :

$$P_i = P_i^{\text{sat}} \cdot X_i$$

$$P_j = P_j^{\text{sat}} \cdot Y_i$$

Dimana :

P_i^{sat} = Tekanan uap jenuh komponen i

P_j^{sat} = Tekanan uap jernih komponen j

X_i = Fraksi mol komponen i

Y_i = Fraksi mol komponen j

Penggambaran dari VLE sistem biner data dalam bentuk tabel atau grafik biasanya ditunjukkan dengan menggunakan K – value (VLE ratio) yang ditunjukkan dengan :

$$K_i = Y_i / X_i$$

Dimana

K_i = K – value

Y_i = mol fraksi nap komponen i

X_i = mol fraksi liquid komponen i

Dan untuk X_i dapat dicari dengan persamaan :

$$X_i = 1 - K_i / K_i - K_j$$

K_i = K — Value untuk komponen ke — 2

K_i = K — Value untuk komponen ke — 1

Untuk K — value dapat dicari dengan persamaan

$$K_i = P_i^{\text{sat}} / P$$

Dengan menghubungkan rumus temperatur, tekanan, dan komposisi uap — cair dalam bentuk grafik, tabel dan persamaan K — value biasanya digunakan secara luas pada perhitungan multikomponen distillation & ratio dari nilai K dari 2 komponen disebut dengan relative volatilitas :

$$A_{ij} = K_i / K_j$$

adalah index yang tepat untuk bentuk relative volatilitas atau pemisahan komponen i & j dengan menggunakan distilasi. Distilasi jarang digunakan dalam skala besar, jika α tidak > dari 1,05 dengan 1 lebih volatile dan j.

Untuk larutan biner, tekanan, dan suhu menentukan kesetimbangan uap dan liquid, sehingga data eksperimen secara berurutan ditunjukkan dalam bentuk tabel dari mole fraksi uap (y) dan mole fraksi liquid (x). Hubungan antara koefisien aktifitas dari percobaan dengan komposisi dan fasa — fasa sebagai gas nyata (non ideal) dapat dituliskan :

$$Y_i = X_i \gamma_i P_i^{\text{sat}} / \Phi_i P$$

Tekanan uap jenuh komponen murni i dan j (P_i^{sat}) dapat dicari dengan persamaan Antoine :

$$\log P_i^{\text{sat}} = A_i - (B_i / t^\circ C + C_i)$$

Karena system biner dari senyawa polar — polar maka $\Phi_1 = \Phi_1 / \Phi_1^s$ dapat ditentukan dengan korelasi Pitzer :

$$\ln \Phi_1 = P_r / T_r (B^\circ + \omega B') ; \ln \Phi_1^{\text{sat}} = P_r^{\text{sat}} / T_r (B^\circ + \omega B)$$

Beberapa macam bentuk koefisien aktifitas, dimana yang didasarkan pada integrasi dari persamaan Gibbs — Duhem dengan berbagai asumsi telah ditunjukkan. Persamaan Vanlaar adalah persamaan sederhana yang biasa digunakan, persamaan Margules yang bisa menentukan koefisien aktifitas secara maxima maupun minima. Persamaan Wilson yang biasanya digunakan. Perkembangan dan persamaan tersebut mengarah pada perkiraan kesetimbangan uap — cair dari struktur molecular . Rao telah dibahas pada bab sebelumnya untuk preliminary equation dari koefisien aktifitas setiap komponen murni.

Persamaan Vanlaar :

$$\ln \gamma_1 = \frac{A_{12}}{(1 + A_{12} X_1 / A_{12} X_2)^2} ; \ln \gamma_2 = \frac{A_{21}}{(1 + A_{21} X_2 / A_{12} X_1)^2}$$

Persamaan Margules yaitu :

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 (A_{12} + 2 (A_{21} - A_{12}) x_1) ; \ln \gamma_2 = x_1^2 (A_{21} + 2 (A_{12} - A_{21}) x_2)$$

Persamaan Wilson yaitu

$$\ln \gamma_i^\infty = -\ln A_{12} + 1 - A_{21} ; \ln \gamma_2^\infty = -\ln A_{21} + 1 - A_{12}$$

Keuntungan dari persamaan Vanlaar dan Margules adalah persamaan tersebut sederhana dengan pembatasan koefisien pada infinite dilution sebagai antilog dari A_{12} dan A_{21} konstan. Pada persamaan Wilson, bagaimanapun pembatasan koefisien aktifitas pada infinite dilution fungsinya lebih kompleks ketetapan biner dan tidak berpengaruh secara langsung.

BAB III

PELAKSANAAN PENELITIAN

III.1. Bahan Yang Digunakan

- Aquadest
- N-Hexane

III.2. Variabel Percobaan

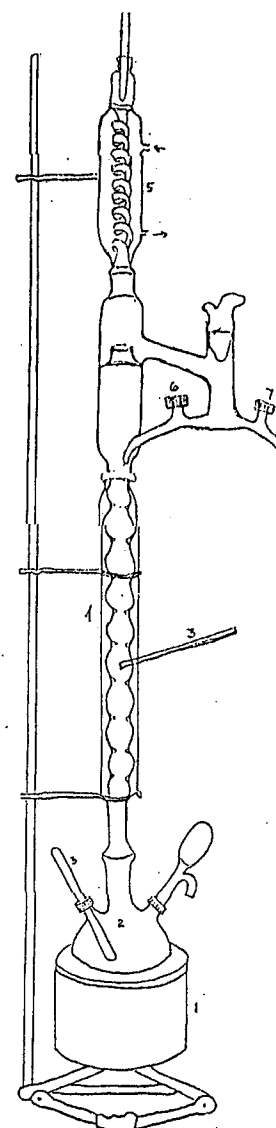
III.2.1 Variabel Berubah

- Volume umpan 300 & 400 ml
- Fraksi Volume system Biner : 0,2, 0,4, 0,6, 0,8

III.2.2 Variabel Tetap

- Anggapan Tekanan 1 atm
- System binair N – Hexane – Air

III.3. Gambar Alat



Keterangan :

1. Pemanas Listrik
2. Labu leher tiga
3. Thermometer
4. Kolom distilasi
5. Kondensor
6. Putaran refluk liquida
7. Putaran refluk distilat

III.4 Prosedur Percobaan

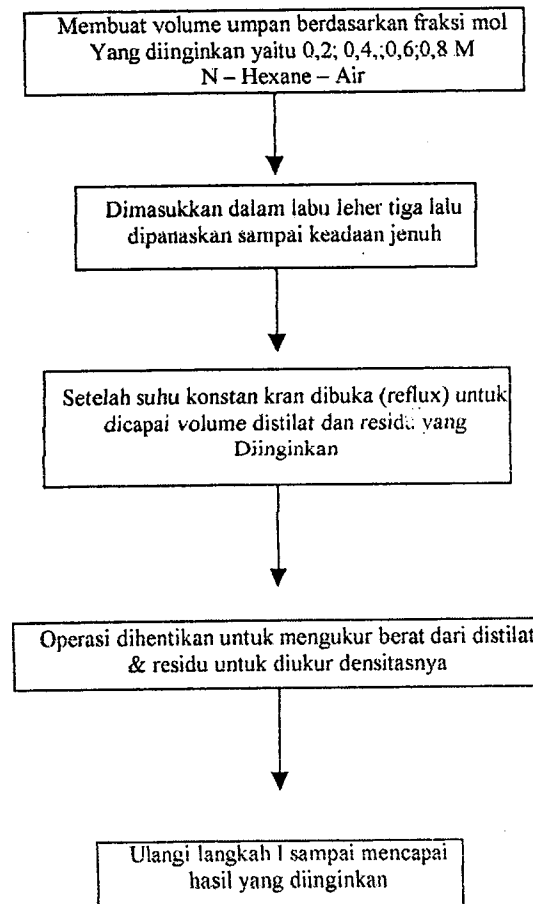
- Alat-alat yang akan digunakan dalam percobaan harus dibersihkan terlebih dahulu, selanjutnya dibuat larutan biner

sebanyak 300 ml dengan berbagai komposisi fraksi volume yang ada untuk sistem (N – Hexane – Air). Kemudian larutan dimasukkan ke dalam labu distilasi dan didistilasi dengan menggunakan pemanas listrik sampai dicapai suatu keadaan jenuh, dimana uap yang terbentuk berubah menjadi liquid dan ditampung di dalam reflux.

- Setelah suhu antara uap dan liquid konstan, kemudian kran distilat dibuka hingga dicapai volume yang diinginkan.
- Operasi dihentikan dan diambil distilat dan residunya. Distilat dan residu yang diambil ini ditimbang untuk mengukur densitasnya.
- Selanjutnya percobaan diulang kembali dengan komposisi larutan dan kesetimbangan yang berbeda sesuai dengan perubahan yang dilaksanakan.

III.5. Block Diagram

BLOCK DIAGRAM



BAB IV

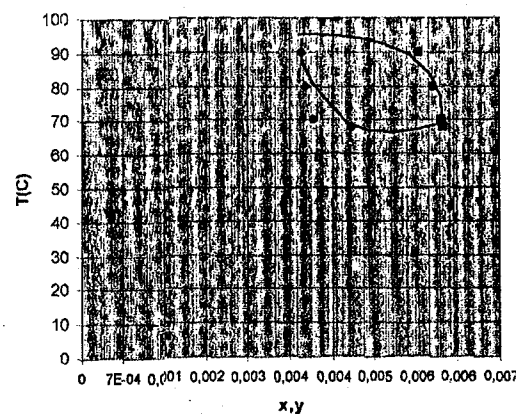
HASIL PENGAMATAN DAN PEMBAHASAN

IV.1. Tabel Perhitungan Dari Hasil Penelitian

Dari Hasil penelitian dan pembahasan didapatkan hasil yang akan ditabelkan dan digambarkan sebagai berikut :

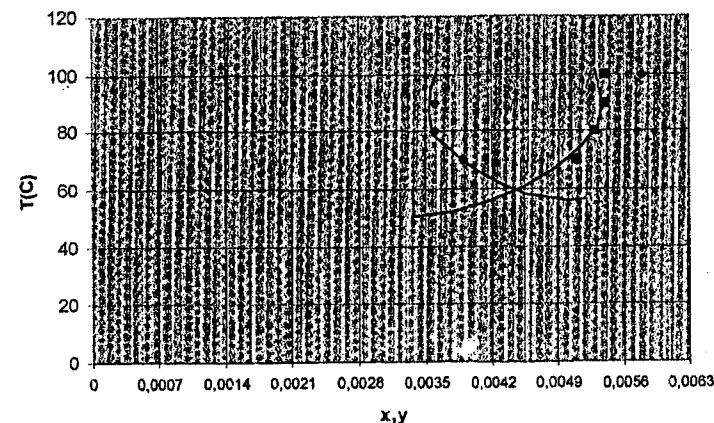
Feed	T (C)	Mole Fraksi Liquid (xi)	Mole fraksi uap (yi)
0.2	68	6.048E-03	4.500E-03
	70	6.042E-03	3.890E-03
	80	5.890E-03	3.760E-03
	90	5.640E-03	3.700E-03
0.4	70	5.100E-03	3.900E-03
	75	5.300E-03	3.600E-03
	80	5.400E-03	3.600E-03
	90	5.400E-03	3.800E-03
0.6	68	7.290E-03	5.200E-03
	75	7.400E-03	5.200E-03
	80	7.500E-03	5.300E-03
	90	7.540E-03	5.400E-03
0.8	70	5.280E-03	3.630E-03
	75	5.320E-03	3.720E-03
	80	5.400E-03	3.800E-03
	90	5.500E-03	3.820E-03

Grafik T-x,y sistem n-hexane - air pada 0,2 M



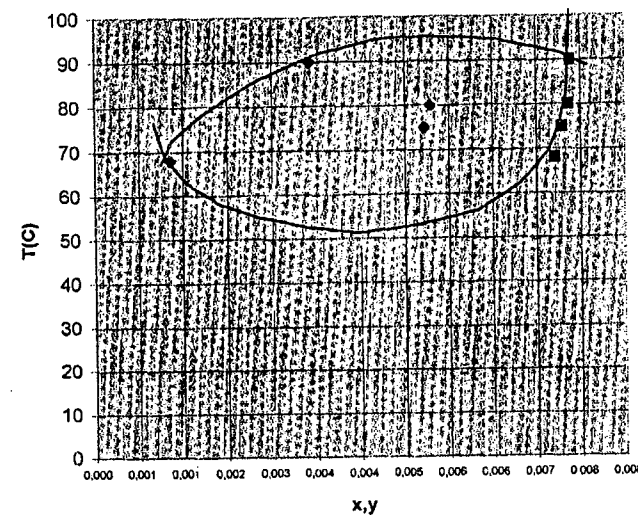
Gb. 1. Grafik T – XY system N – Hexane – Air Pada tekanan 1 atm dengan konsentrasi umpan 0,2 M

Grafik T-x,y sistem n-hexane - air pada 0,4 M



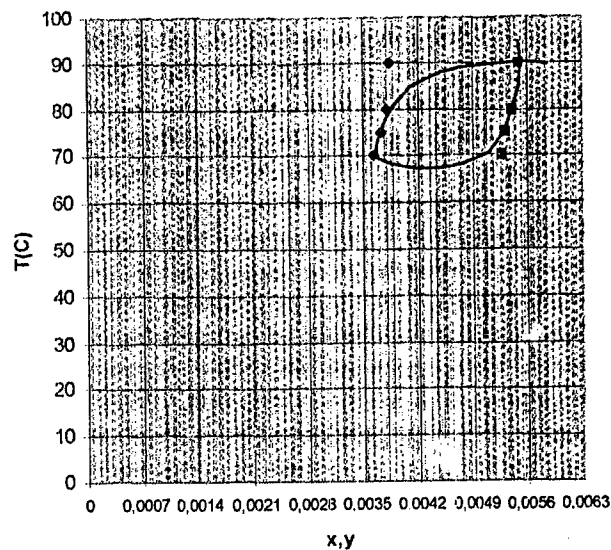
Gb 2. Grafik T-XY system N-Hexane-Air pada tekanan 1 atm dengan konsentrasi umpan 0,4 M

Grafik T-x,y sistem n-hexane - air pada 0,6 M



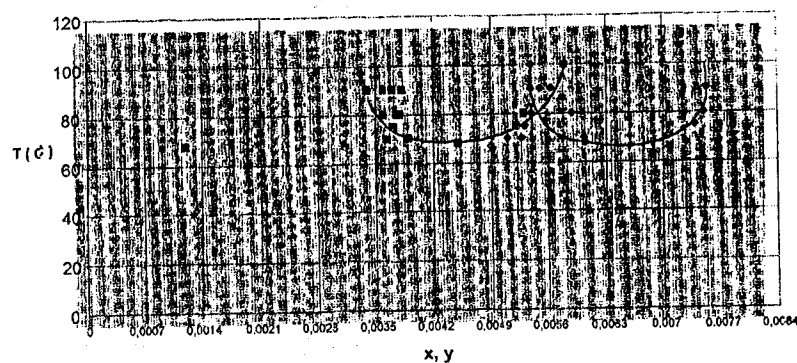
Gb 3. Grafik T – XY system N – Hexane – Air pada tekanan 1 atm dengan volume umpan 0,6 M

Grafik T-x,y sistem n-hexane - air pada 0,8 M



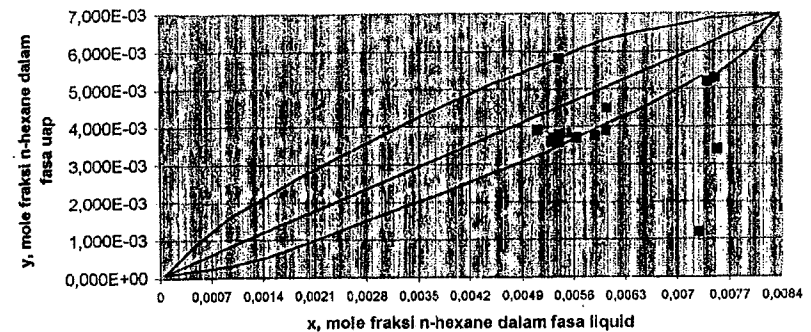
Gb. 4 grafik T-XY sistem N-Hexane – Air pada tekanan 1 atm dengan volume umpan 0,8 M

Grafik Kesenimbangan sistem n - hexane - air



Gb 5. Grafik T-XY system N-Hexane – Air pada tekanan 1 atm dengan konsentrasi umpan keseluruhan (0,2 M; 0,4 M; 0,6 M ; 0,8 M

Grafik Kesenimbangan sistem n - hexane - air

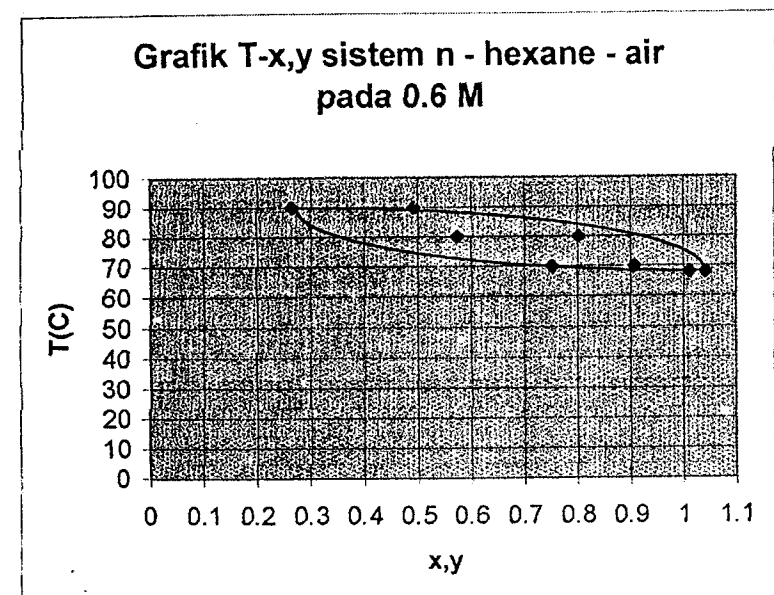
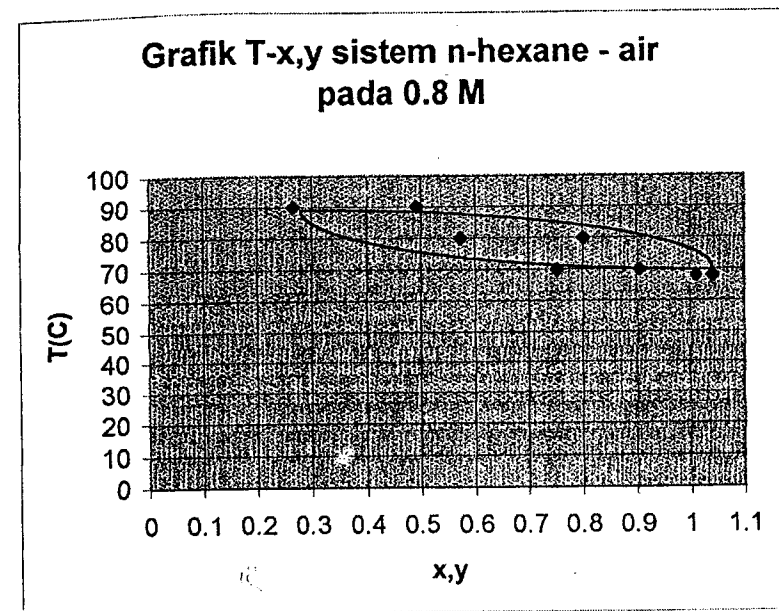
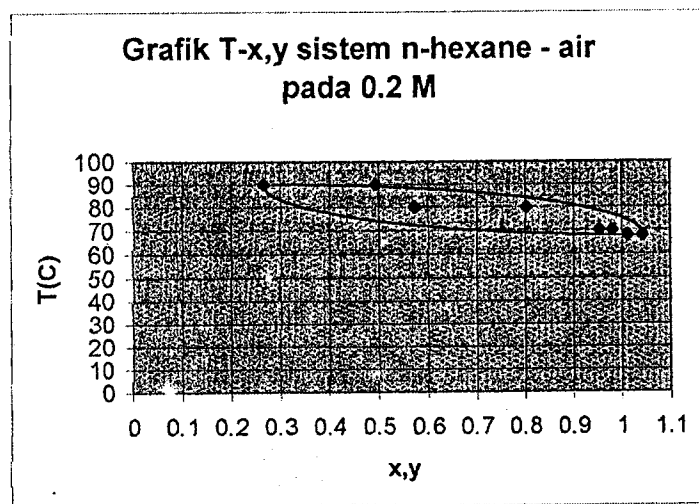
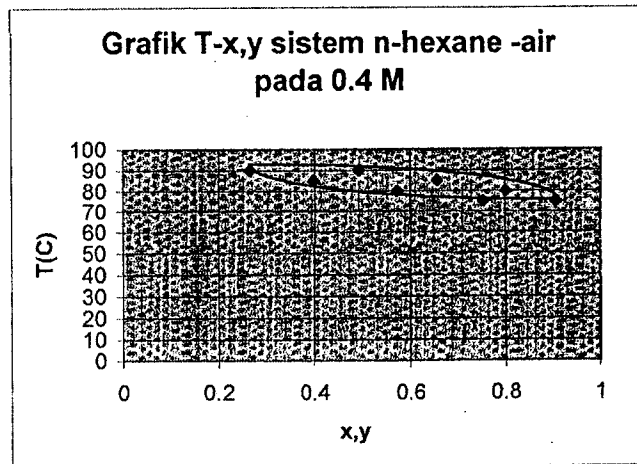


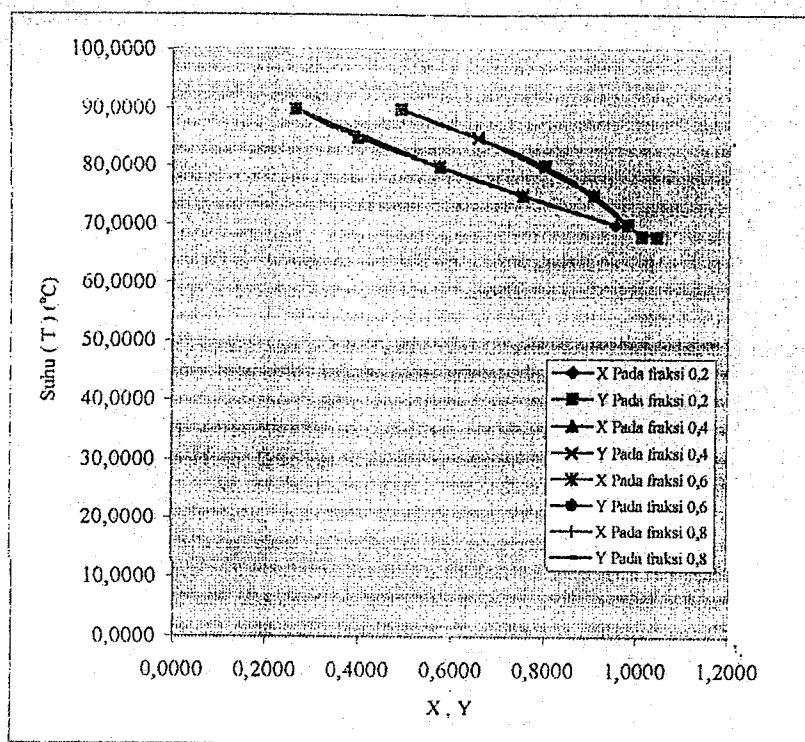
Gb. 6 grafik kesetimbangan X vs Y Sistem N – Hexane – Air pada tekanan 1 atm

IV.2. Perhitungan Kesenimbangan uap-cair berdasarkan VLE ratio

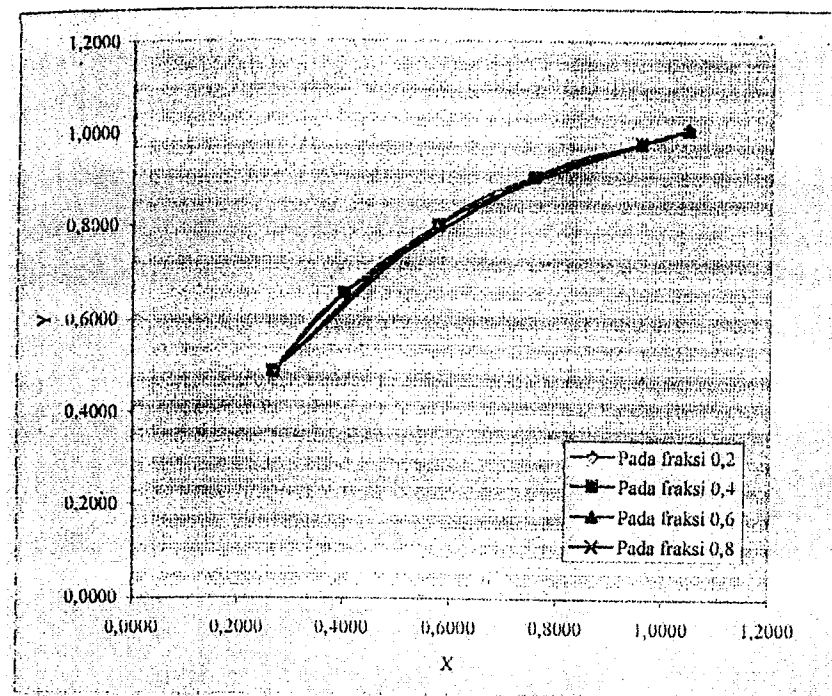
Fraksi mol	T °C	X	Y	Fraksi mol	t°C	X	Y
0,2	68	1,042	1,011	0,6	68	1,042	1,011
	70	0,953	0,980		75	0,752	0,906
	80	0,573	0,801		80	0,573	0,801
	90	0,2654	0,492		90	0,2654	0,492
0,4	75	0,752	0,906	0,8	70	0,953	0,980
	80	0,573	0,801		75	0,752	0,906
	85	0,398	0,656		85	0,398	0,656
	90	0,2654	0,492		90	0,2654	0,492

Grafik dibawah berdasarkan perhitungan kesetimbangan uap-cair
berdasarkan rumus VLE ratio:





Grafik Hubungan antara X, Y dan T (°C) pada berbagai kondisi fraksi mol feed masuk kolom destilasi



Grafik hubungan antara X, Y dan T (°C) pada berbagai kondisi fraksi mol feed masuk kolom destilasi

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

1. Pada sistem ini untuk menentukan kurva kesetimbangan menggunakan persamaan yaitu VLE ratio karena untuk hukum Henry maupun hukum Rault penggunaannya didasarkan pada tekanan partial dari komponen pada sistem tersebut
2. Penelitian konsistensi termodinamika tidak dapat kami hitung karena keterbatasan data-data literature maupun perhitungan yang kami lakukan
3. Pemakaian temperatur uap pada thermometer badan distilasi tidak mengalami perubahan suhu. Perubahan suhu hanya terjadi pada temperature liquid saja.

V.2 Saran

1. Agar dalam penentuan kurva kesetimbangan dapat memberikan hasil yang akurat, perlunya penyempurnaan alat distilasi dalam hal ini isolasi bahan distilasi dan pemberian internal heater.
2. Perlu dibuat lagi kurva kesetimbangan sistem yang baru

DAFTAR PUSTAKA

- Boublik, V. Fried and E. Hala 1884. *"The Vapour Pressure of Pure Substance"*, Elsevier, Amsterdam, Holland.
- Chemical Engineering *"Distillation News Front"*, November edition 1996.
- G. Menling J. Ongken, 1974, *"Calculation of Activity Coefficient from Structural Group Contribution International Eng. Chem"*, 19,566-570 (4).
- J.R. Sherwood and Prausnit, 1987, *"The Properties of Gas and Liquid"*, McGraw Hill Book Co, New York, USA.
- Mc Graw Hill Book Co, New York, USA, STANLEY M. Walas, 1985, *"Phase Equilibria in Chemical Engineering"*, Butterworth Publishers Stoneham USA.
- One, 1976, *"Comp. Aided Data Book of Vapour Pressure"*, Data Book Publishing Co, Tokyo.
- Robert H. Perry, Don Green 1984, *"Perry Chemical Engineers Hand Book"*, Sixth edition, McGraw Hill Book Co, New York, USA.
- Rogalski M, and M Lanowski, S. *"Ebullimeters Modified For the Accurate Determination of Vapor - Liquid Equilibrium"*, Elsevier 97 - 112 1980.
- Seminar Nasional *"Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia"* 1997 November.
- SMITH, JM, Van Ness, H.C, 1987, *"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*, 4 edition.
- Van Winkle, Matthew, 1967, *"Distillation"*, Chemical Engineering Series, McGraw Hill Book Co, New York, USA.

Lampiran A

Analisa Kesenimbangan Residu dan distilat untuk sistim:
N – Hexane – Air pada tekanan 1 atm.

Feed	T°C	Residu			Distilat		
		m (mgram)	ρ	% massa	m (mgram)	ρ	% Mass
0.2 M	68	7.0693	0.7693	2.8263	5.2613	0.52613	2.10
	70	7.0473	0.70473	2.8175	4.581	0.4581	1.83
	80	6.8873	0.68873	2.75354	4.4448	0.44448	1.77
	90	6.6023	0.66023	2.6396	4.4098	0.44098	1.76
0.4 M	75	6.6253	0.66253	2.3945	5.1075	0.51075	1.84
	80	6.8847	0.68847	2.4882	4.7313	0.47313	1.7
	85	6.9643	0.69643	2.517	4.7096	0.74096	1.7
	90	7.0023	0.70023	2.5308	4.6899	0.46899	1.69
0.6 M	68	6.7657	0.67657	3.80	4.8063	0.48063	2.40
	75	6.8768	0.68768	3.443	4.8856	0.48856	2.44
	80	6.936	0.6936	3.476	4.9219	0.4922	2.46
	90	6.9796	0.69796	3.5	4.9945	0.4994	2.50
0.8 M	70	6.8746	0.68746	2.482	4.7549	0.4755	1.71
	75	6.9019	0.69019	2.492	4.8593	0.48593	1.75
	85	7.0123	0.70123	2.532	4.9276	0.49276	1.7
	90	7.128	0.7128	2.573	4.9625	0.49225	1.8

Dengan berat piknometer yang digunakan ; 18,6917 gram

LAMPIRAN B

Perhitungan tekanan uap jenuh (P_1^{sat} dan P_2^{sat})

$$\log P_1^{sat} = A - \frac{B}{t^\circ C + C}$$

Persamaan diatas didapatkan dari buku "Introduction to Chemical Engineering Thermodinamika", edisi 5 JM SMITH and HC. Van Nees.

N-Hexane (1) :

$$A1 = 6,91058$$

$$B1 = 1189,640$$

$$C1 = 226,280$$

Air (2) :

$$A2 = 8,07131$$

$$B2 = 1730,63$$

$$C2 = 233,426$$

Properties A,B,C diatas merupakan konstanta Antoine pada range suhu tertentu (didapat dari Perry, "Chemical Engineering HandBook ", edisi (6) tabel 13-4)

Contoh :

Pada : 68°C untuk fraksi mol volume 0,2 M

$$\log P_1^{sat} = 6,91058 - \frac{1189,640}{68 + 226,280}$$

$$= 6,91058 - 4,0425$$

$$= 2,8680$$

$$P_1^{sat} = 737,90 \text{ mmHg}$$

$$\log P_2^{sat} = 8,07131 - \frac{1730,63}{68 + 233,426}$$

$$= 8,07131 - 5,741 = 2,3303$$

$$P_2^{sat} = 213,94 \text{ mmHg}$$

b. Untuk Fraksi mol distilat dan residu

Kalibrasi piknometer + air = 28,6920

Kalibrasi piknometer = $\frac{18,6917}{10,0003}$

Massa air = 10,0003 gr

(ρ) air/densitas air pada suhu 20°C menurut tabel 3.28 Perry edisi 6 = 0,995647 gr/ml,

$$\text{Volume piknometer} = \frac{m}{v} = \frac{10,0003}{0,995647} = 10,044 \text{ ml}$$

Perhitungan kesetimbangan distilat dan residu untuk sistim N-Hexane

Air. Residu ; massa = 7,0693 gr

$$\rho = \frac{m}{v} = \frac{7,0693}{10,044} = 0,7038 \text{ gr/ml}$$

Fraksi Massa (1) = 0,028263

(2) = 0,9717

$$\begin{aligned} \text{Fraksi Mol} &= \frac{\text{Fraksi massa (1)}/\text{BM N-Hexane}}{\text{Fraksi Massa (1)}/\text{BM N-Hexane} + \frac{\text{Fraksi massa (2)}}{\text{BM Air}}} \\ &= \frac{0,028263/86}{\frac{0,028263}{86} + \frac{0,9717}{18}} = 6,048 \cdot 10^{-3} \end{aligned}$$

Distilat : massa = 5,2613 gram

$$\rho = \frac{m}{v} = \frac{5,2613}{10,044} = 0,5238 \text{ gr/ml}$$

Fraksi massa (1) = 0,02103

(2) = 0,9790

$$\text{Fraksi mol} = \frac{\text{Fraksi massa (1)}/\text{BM N-Hexane}}{\frac{\text{Fraksi massa (1)}}{\text{BM N-Hexane}} + \frac{\text{Fraksi massa (2)}}{\text{BM air}}}$$

$$= \frac{0,02103/86}{0,02103/86 + 0,9790/18}$$

$$= 4,5 \cdot 10^{-3}$$

Tabel hasil perhitungan tekanan uap jenuh

Feed	T ^o C	P ₁ ^{sat} (mmHg)	P ₂ ^{sat} (mmHg)
0.2 M	68	737.9	213.94
	70	785.78	233.19
	80	1062.86	354.57
	90	1410.26	525.57
0.4 M	75	916.78	288.542
	80	1062.86	354.57
	85	1252.26	432.922
	90	1410.26	525.3
0.6 M	68	737.9	213.94
	75	916.78	288.542
	80	1062.86	354.57
	90	1410.26	525.3
0.8 M	70	785.78	233.19
	75	916.78	288.542
	85	1252.56	432.922
	90	1410.26	525.3

I. Perhitungan harga koefisien fugasitas (Φ_1^{sat} , Φ_1) sistim N-Hexane (1)
Air (2)

	N-Hexane (1)	Air (2)
Tc (°K)	507.4	647.3
Pc (bar)	29.7	220.5
Vc (cm ³ /gr mol)	370	56.0
Zc	0.260	0.229
ω	0.296	0.344

• Konstanta Kritis dan Faktor Asetrik

Ij	Teij (°K)	Peij (bar)	Veij (cm ³ /grmol)	Zeij	ω_{ij}
11	507.4	29.7	370	0.260	0.296
22	647.3	220.5	56	0.229	0.344
12	573.09	70.02	166.375	0.2445	0.320

• Tabel Korelasi koefisien Vurial
Pada 68°C + 273 = 341°K

Ij	Trij	B ⁰	B'	Bij (cm ³ /grmol)
11	0.672	-0.714	-0.7742	-688.65
22	0.527	-1.093	-2.39	-66.102
12	0.595	-0.885	-1.38	-301.721

Dimana :

$$T_{cij} = (T_{ci} \cdot T_{cj})^{0.5}$$

$$P_{cij} = \frac{Z_{cij} \times R \times T_{cij}}{V_{cij}}$$

$$V_{cij} = \left(\frac{(V_{ci}^{1/3}) + (V_{cj}^{1/3})}{2} \right)^3$$

$$Z_{cij} = \frac{Z_{ci} + Z_{cj}}{2}$$

$$\omega_{ij} = (\omega_i + \omega_j)/2$$

$$R = 83,14 \text{ Cm}^3\text{bar/grmol K}$$

$$= 62,38$$

$$T_{rij} = \frac{T}{T_{cij}}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}; B' = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$B_{ij} = \frac{R \times T_{cij}}{P_{cij}} (B^0 - \omega_{ij} B')$$

$$S_{12} = 2B_{12} - B_{11} - B_{22}$$

Perhitungan harga koefisien fugasitas :

$$\ln \phi_1^{sat} = \frac{P_1^{sat}}{RT} (B_{11} + y_2^2 S_{12})$$

$$\ln \phi_2^{sat} = \frac{P_2^{sat}}{RT} (B_{22} + y_1^2 S_{12})$$

$$\ln \phi_1 = \frac{P}{RT} (B_{11} + y_1^2 S_{12})$$

$$\ln \phi_2 = \frac{P}{RT} (B_{22} + y_1^2 S_{12})$$

Contoh:

$$S_{12} = 2 B_{12} - B_{11} - B_{22}$$

$$= 151,31$$

$$\ln \phi_1^{sat} = \frac{737,90}{62,36 \times 341} (-688,65 + (0,9955)^2 \cdot 151,31)$$

$$= -18,69$$

$$\phi_1^{sat} = 7,64 \cdot 10^{-9}$$

$$\phi_2^{sat} = 0,5143$$

$$\ln \phi_1 = \frac{760}{62,36 \times 341} \left(-688,65 + (10,9955)^2 \cdot 151,31 \right)$$

$$= -19,253$$

$$\phi_1 = 4,35 \cdot 10^{-9}$$

$$\ln \phi_2 = \frac{760}{62,36 \times 341} \left(-66,092 + (4,5 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 151,31 \right)$$

$$= -2,362$$

$$\phi_2 = 0,094$$

Feed	Suhu	y1	y2	ϕ_1^{sat}	ϕ_2^{sat}	ϕ_1	ϕ_2
0,2 M	68	$4,5 \cdot 10^{-3}$	0,9955	$7,8 \cdot 10^{-9}$	0,5143	$4,36 \cdot 10^{-9}$	0,0944
	70	$3,89 \cdot 10^{-3}$	0,99611	$2,46 \cdot 10^{-9}$	0,4771	$4,73 \cdot 10^{-9}$	0,089
	80	$3,76 \cdot 10^{-3}$	0,99624	$4,13 \cdot 10^{-12}$	0,281	$7,2 \cdot 10^{-9}$	0,066
	90	$3,7 \cdot 10^{-3}$	0,9963	$1,89 \cdot 10^{-15}$	0,133	$1,162 \cdot 10^{-8}$	0,054
0,4 M	75	$3,9 \cdot 10^{-3}$	0,9961	$1,168 \cdot 10^{-19}$	0,370	$5,83 \cdot 10^{-9}$	0,078
	80	$3,6 \cdot 10^{-3}$	0,9964	$4,28 \cdot 10^{-12}$	0,284	$7,44 \cdot 10^{-9}$	0,067
	85	$3,6 \cdot 10^{-3}$	0,9964	$5,91 \cdot 10^{-14}$	0,200	$9,42 \cdot 10^{-9}$	0,059
	90	$3,58 \cdot 10^{-3}$	0,99642	$1,97 \cdot 10^{-15}$	0,134	$1,19 \cdot 10^{-8}$	0,055
0,6 M	68	$5,12 \cdot 10^{-3}$	0,99488	$7,64 \cdot 10^{-9}$	0,5144	$4,321 \cdot 10^{-9}$	0,0942
	75	$5,2 \cdot 10^{-3}$	0,9948	$1,11 \cdot 10^{-10}$	0,3775	$5,6 \cdot 10^{-9}$	0,0768
	80	$5,3 \cdot 10^{-3}$	0,9947	$4,05 \cdot 10^{-12}$	0,2816	$7,12 \cdot 10^{-9}$	0,066
	90	$5,34 \cdot 10^{-3}$	0,99466	$1,843 \cdot 10^{-15}$	0,133	$1,15 \cdot 10^{-8}$	0,054
0,8 M	70	$3,63 \cdot 10^{-3}$	0,99637	$2,237 \cdot 10^{-9}$	0,477	$4,72 \cdot 10^{-9}$	0,0896
	75	$3,72 \cdot 10^{-3}$	0,99628	$1,134 \cdot 10^{-10}$	0,3775	$5,66 \cdot 10^{-9}$	0,0768
	85	$3,8 \cdot 10^{-3}$	0,9962	$5,641 \cdot 10^{-14}$	0,1984	$9,14 \cdot 10^{-9}$	0,0584
	90	$3,82 \cdot 10^{-3}$	0,99618	$1,89 \cdot 10^{-15}$	0,1427	$1,16 \cdot 10^{-8}$	0,054

LAMPIRAN C

(N-Hexane (1) / Air (2))
0,2 0,8

zat	k	Rk	Qk	Vk ⁽¹⁾	Vk ⁽²⁾
CH ₃	1	0,9011	0,848	2	0
CH ₂	2	0,6744	0,540	4	0
H ₂ O	17	0,9200	1,400	0	1

$$\text{Pers (D-16) } r_i = \sum V_k^{(1)} R_k$$

$$r_1 = (2)(0,9011) + (4)(0,6744)$$

$$= 4,4998$$

$$r_2 = 1 \times 0,9200$$

$$= 0,9200$$

Dengan persamaan (D-17) :

$$q_i = V_k^{(1)} Q_k$$

$$q_1 = (2) \times 0,848 + 4 \times 0,540$$

$$= 3,856$$

$$q_2 = 1 \times 1,400$$

$$= 1,400$$

Dengan persamaan (D-8) untuk I = 1

$$J_i = \frac{r_i}{\sum r_j \times j}$$

$$j_1 = \frac{4,4998}{(4,4998)(0,2) + (0,9200)(0,8)}$$

$$j_2 = \frac{0,9200}{1,63596}$$

Persamaan (D-9) :

$$L_i = \frac{q_i}{\sum q_i x_i}$$

$$L_1 = \frac{3,856}{(3,856)(0,2) + (1,400)(0,8)} = 0,436$$

$$L_2 = \frac{1,400}{8,832} = 0,158$$

Hasil dari perkalian pada persamaan (D-18) adalah sebagai berikut :

$$G_{ki} = V_k^{(1)} Q_k$$

K	Gki	
	I=1	I=2
1	1,696	0
2	2,160	0
17	0	1,400

Persamaan : (D - 19)

$$\theta_1 = (1,696) (0,2) + 0 = 0,3392 ; \theta_2 = (2,16) (0,2) + 0 = 0,432$$

$$\theta_3 = 0 + (0,8) (1,400) = 1,12$$

Dari tabel (D - 2) UNIFAC VLE interaction parameter :

$$A_{1,1} = a_{1,2} = a_{2,1} = a_{2,2} = a_{17,17} = 0 \text{ k}$$

$$A_{1,17} = a_{2,17} = 300 \text{ k}$$

$$A_{17,1} = a_{17,2} = 1318,00 \text{ k}$$

Temperatur dependence dari parameter diberikan dengan persamaan :

$$A_{ij} = \frac{V_i}{V_j} \exp \frac{-a_{ij}}{RT}$$

Dimana : V_i, V_j = Volume molar pada temperatur T dari komponen i dan j

a_{ij} = konstanta independence dari komposisi dan temperatur

Contoh : perhitungan koefisien aktifitas :

$$\rho \text{ N-Hexane pada } 68^\circ \text{ C} = 341,15 \text{ K} = 0,70693 \text{ gr/ml}$$

$$\rho \text{ air pada } 68^\circ \text{ C} = 341,15 \text{ K} = 0,52613 \text{ gr/ml}$$

$$\rightarrow \rho \text{ N-Hexane} = 0,70693 \text{ gr/ml} = 0,70693 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,70693 / 86 = 8,22 \times 10^{-3} \text{ mol / cm}^3$$

$$V_1 = \frac{1}{8,22 \times 10^{-3}} = 121,654 \text{ cm}^3 / \text{mol}$$

$$\rho \text{ Air} = 0,52613 \text{ gr/ml} = 0,52613 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,52613 / 18 = 0,0292 \text{ mol / cm}^3$$

$$V_2 = \frac{1}{0,0292} = 34,24 \text{ cm}^3 / \text{mol}$$

a_{ij} didapat dari tabel D.2 UNIFAC method dengan menggunakan metode diatas didapatkan.

$$a_{12} = 300 \text{ cal/mol} ; a_{21} = 1318 \text{ cal / mol}$$

$$A_{12} = \frac{34,24}{121,654} \exp \frac{-300}{(1,987)(341,15)} = 0,180$$

$$A_{21} = \frac{121,654}{34,24} \exp \frac{-1318}{(1,987)(341,15)} = 0,5083$$

Untuk koefisien aktifitas dari sistem biner dapat digunakan persamaan

WILSON yaitu :

$$\ln \gamma_1 = -\ln A_{12} + 1 - A_{12}$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln A_{21} + 1 - A_{12}$$

Dan dapat dihitung :

$$\ln y_1 = -\ln 0,180 + 1 - 0,5083 = 0,025$$

$$\ln y_2 = -\ln 0,5083 + 1 - 0,180 = 4,463$$

Dengan perhitungan yang sama dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel Perhitungan koefisien aktifitas persamaan Wilson

Fraksi mol	T°C	V1(cm ³ /mol)	V2 (cm ³ /mol)	A ₁₂	A ₂₁	Lny1	Lny2
0,2	68	121,65	34,24	0,180	0,5083	9,025	4,463
	70	122,28	40	0,2106	0,4423	8,289	4,978
	80	125,15	40,65	0,2118	0,470	8,02	4,678
	90	130,26	40,81	0,2067	0,5137	7,869	4,301
0,4	75	130,21	35,67	0,1775	0,5431	8,890	4,191
	80	124,92	38,02	0,1984	0,5022	8,292	4,437
	85	123,5	40,81	0,2167	0,4748	7,799	4,605
	90	122,82	38,46	0,2066	0,5140	7,869	4,301
0,6	68	127,37	37,453	0,1889	0,4866	8,837	4,621
	75	125,31	36,9	0,1908	0,505	8,593	4,441
	80	124,22	36,630	0,1923	0,5183	8,415	4,321
	90	123,47	36,10	0,1929	0,5505	8,125	4,071
0,8	70	125,47	37,88	0,1944	0,479	8,654	4,701
	80	124,86	37,174	0,1929	0,4997	8,550	4,481
	85	122,9	36,49	0,1947	0,5285	8,223	4,231
	90	144,68	36,63	0,2107	0,504	7,791	4,301